



KERNFORSCHUNGSANLAGE JÜLICH
GESELLSCHAFT MIT BESCHRÄNKTER HAFTUNG
Projektteilung

Hochtemperaturreaktor zur Meerwasserentsalzung

von

P. Schwegmann, H. Bonnenberg

JÜl - 656 - PA
März 1970

Als Manuskript gedruckt



Berichte der Kernforschungsanlage Jülich – Nr. 656

Projektteilung Jül – 656 – PA

Dok.: Reactors, High-Temperature - Desalting
Desalting - Reactors, High-Temperature
Desalting - Methods
Desalting Equipment - Cost Factors

DK: 621.039.526 : 66.065.3
66.065.3 : 621.039.526
66.065.3.004.13
66.065.3.005 : 66.065.3.003.12

Zu beziehen durch: ZENTRALBIBLIOTHEK der Kernforschungsanlage Jülich GmbH,
Jülich, Bundesrepublik Deutschland

Hochtemperaturreaktor zur Meerwasserentsalzung

von

P. Schwegmann, H. Bonnenberg

Erstellt im Rahmen einer Zusammenarbeit des Lehrstuhls für Reaktortechnik
der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen und der Kern-
forschungsanlage Jülich GmbH.

Inhaltsverzeichnis

1.	Anlagen zur Meerwasserentsalzung	3
1.1	Die Verfahren zur Meerwasserentsalzung	3
1.2	Zusammensetzung von Meer- und Brackwasser	4
1.3	Die Entspannungsverdampfung	6
1.4	Die mehrstufige Entspannungsverdampfung	6
1.5	Auslegungskriterien	9
2.	Wärmeerzeugung für Meerwasserentsalzer	17
2.1	Kernenergie als Wärmequelle	17
2.2	Der Kreislauf der HTGR-Zweizweckanlage	19
3.	Kostenstruktur von Entsalzungsanlagen	24
3.1	Kostenstruktur von Einzweckanlagen	25
3.2	Kostenstruktur von Zweizweckanlagen	30
3.	Berechnungsergebnisse und Diskussion	35

Verzeichnis der Abbildungen

Abb. 1	Der MSF-Verdampfer mit Rezirkulation der Sole	7
Abb. 2	Wasserkostenerhöhung in Abhängigkeit von der Stufenzahl und der Temperaturdifferenz in der letzten Stufe	11
Abb. 3	Wirkungsgrad des Verdampfers in Abhängigkeit von der Temperaturdifferenz in der letzten Stufe bei verschiedenen Stufenzahlen	12
Abb. 4	Kreisprozess	19
Abb. 5	Fließschema einer Zweizweckanlage (HTGR mit direktem Heliumkreislauf)	20
Abb. 6	Wassergestehungskosten in Einzweckanlagen	28
Abb. 7	Stromerzeugungskosten in Einzweckanlagen	29
Abb. 8	Kostenfaktoren bei Zweizweckanlagen	31
Abb. 9	Totalkosten pro Jahr bei Mehrzweckanlagen	38
Abb.10	Kostenvorteil	38
Abb.11	Optimales Produktionsverhältnis	39
Abb.12	Vergleich der optimalen Auslegung verschiedener Konzepte	40
Abb.13	Wasser- und Stromkosten nach der Verhältnismethode berechnet	41
Abb.14	Abhängigkeit der Wasserkosten vom erzielbaren Strompreis bei verschiedener Kapazität	42
Abb.15a	Wasserkosten in Abhängigkeit von der Kapazität bei vorgegebenen Stromkosten	43
Abb.15b	Optimale elektrische Leistung bei vorgegebener Entsalzungskapazität	43

Zusammenfassung

Es werden Anlagen zur Meerwasserentsalzung mit Hilfe von HTR diskutiert. Wirtschaftliche Aspekte einer Zweizweckanlage mit Hochtemperaturreaktor als Wärmequelle, Gasturbine als Elektrizitätserzeuger und Entsalzung nach dem MSF-Verfahren werden untersucht und mit Einzweckanlagen verglichen. Es wurde ein Programm aufgestellt zur Berechnung von Kapital-, Brennstoff- und Betriebskosten einer solchen Anlage. Als Ergebnis dieser Untersuchungen kann hervorgehoben werden, daß ein kostengünstiger Einsatz der Gasturbine-MSF-Mehrzweckanlage bis zu einem Verhältnis von 15 kg/kWh Wasserherstellung zu Stromerzeugung je nach Kapazität möglich ist - verglichen mit Werten bis 160 kg/kWh bei Dampfprozessen.

Summary

Discussion is presented on the use of HTGR for the conversion of sea water to fresh water. The economics of a dual-purpose electricity-desalination plant making use of a high temperature reactor as the heat source, gas turbine, and multistage-flash distillation are analyzed and compared with single-purpose plants. Capital costs, fuel costs, and costs for operation and maintenance have been computed on the basis of recently published informations. As a result of the investigations it can be said that the gas process is suitable for nuclear dual-purpose plants up to a water-to-power ratio of approximately 15 kg/kWh depending on capacity compared to a ratio up to 160 kg/kWh for steam processes.

1. Anlagen zur Meerwasserentsalzung

1.1. Die Verfahren zur Meerwasserentsalzung

Die Weltbevölkerung beträgt zur Zeit ca. 3 Mia. Menschen und wird sich in etwa 30 Jahren verdoppelt haben. Das Ernährungsproblem dieser Bevölkerungsmassen zieht das Problem des Süßwasserangebots nach. 97,2 % der Wassermenge auf der Erde ist salziges Ozeanwasser, und nur etwa 0,1 % des Wasservorkommens ist heute für den Menschen in Seen und Flüssen zugänglich. Das Problem der Entsalzung von Meerwasser ist also schon heute unbestreitbar aktuell.

Fünf Verfahren zur Meerwasserentsalzung sind heute in großem Maßstab durchführbar :

- Multistage Flash-Distillation
- Multistage Distillation
- Vapor compression distillation
- Elektrodialyse
- Gefrierverfahren

Andere Verfahren sind noch nicht genügend erforscht und entwickelt, um kommerziell im großen Stil angewendet werden zu können. Die meist verbreitete Multistage Flash-Distillation (MSF) wird auch noch für die nächsten Jahre vorherrschend sein.

Entsalzungsanlagen werden heute eingesetzt für folgende Zwecke :

- Trinkwasserversorgung

Die Wasserkosten betragen heute etwa 25 - 50 ¢/to gegenüber 5 - 15 ct/to für Wasser aus natürlichen Quellen. Eine Reduzierung der Kosten für Wasser aus Entsalzungsanlagen auf etwa 15 - 18 ct/to wird jedoch bald realisierbar sein.

- Kesselspeisewasser

Im Gegensatz zur Trinkwasserversorgung (500 ppm) werden hier Reinheitsgrade von 1 ppm und darunter erzielt.

- Notwasserversorgung (Gibraltar, Guantanamo Bay)

- Entsalzungsanlagen auf Schiffen mit kleinen Produktionsraten
- Wasserproduktion für landwirtschaftliche Zwecke
(Israel, Guernsey u. a.)

1.2. Zusammensetzung von Meer- und Brackwasser

Es gibt keine international anerkannten Bezeichnungen bezogen auf den Salzgehalt. Allgemein wird folgende Einteilung empfohlen :

	Salzgehalt (ppm)	
Frischwasser	1500	
Brackwasser	1500 - 10000	
Salzwasser	10000	} chemisch nicht def.
Seewasser	13000	
normalisiertes Seewasser	35000	

Chemische Zusammensetzung des normalisierten Seewassers :

	ppm
Ca	417
Mg	1297
K + Na	11040
Cl	19337
SO ₄	2705
HCO ₃ + CO ₃	104
<hr/>	
	35000

Typische chemische Zusammensetzung von Seewasser :

	ppm		ppm		ppm
Cl	18980	Al	0,5	Cs	0,002
Na	10561	Rb	0,2	U	0,0015
Mg	1272	Li	0,1	Mb	0,0005
S	884	P	0,001-0,1	Th	0,0005
Ca	400	Ba	0,05	Ce	0,0004
K	980	J	0,05	Ag	0,0003
Br	65	As	0,01-0,02	V	0,0003
C	28	Fe	0,002-0,02	La	0,0003
Sr	13	Ma	0,001-0,01	Y	0,0003
B	4,6	Cu	0,001-0,01	Ni	0,0001
F	1,4	Zn	0,0005	Sc	0,00004
Si	0,02-4,0	Pb	0,004	Hg	0,000003
N	0,01-0,7	Se	0,04	Au	0,0000006

Salzgehalt von Ozeanwasser :

	Salzgehalt (ppm)
Atlantik	36000
Pazifik	33600
Mittelmeer	39400
Ostsee	7000
Kaspisches Meer	13000
Rotes Meer	43000
Arabischer Golf	42000 - 48000

Salzgehalt von Brackwasser (aus Brunnen) :

	Salzgehalt (ppm)
Nordafrika	2800 - 5800
Naher Osten	2000 - 4800
USA	1200 - 2600

1.3. Die Entspannungsverdampfung

(single stage flash-distillation)

Salzwasser wird auf eine Temperatur nahe dem Siedepunkt erhitzt und in einen Verdampfer geleitet. Der hier herrschende niedrigere Druck bewirkt eine "blitzartige" Entspannung der Sole, wobei ein Teil des Wassers schlagartig verdampft. Der Wasserdampf kondensiert zu reinem Destillat. Diese Kondensation bei niedrigerer Temperatur garantiert den notwendigen Druckabfall im Verdampfer.

Die Wasserausbeute bezogen auf die für diesen Prozeß erforderliche Wärmemenge ist jedoch gering. Mit einem kg Dampf, der zur Erwärmung der Sole benötigt wird, kann man nur 1 kg reines Wasser produzieren. Daher wird dieses Verfahren nur mehrstufig angewandt.

1.4. Die mehrstufige Entspannungsverdampfung

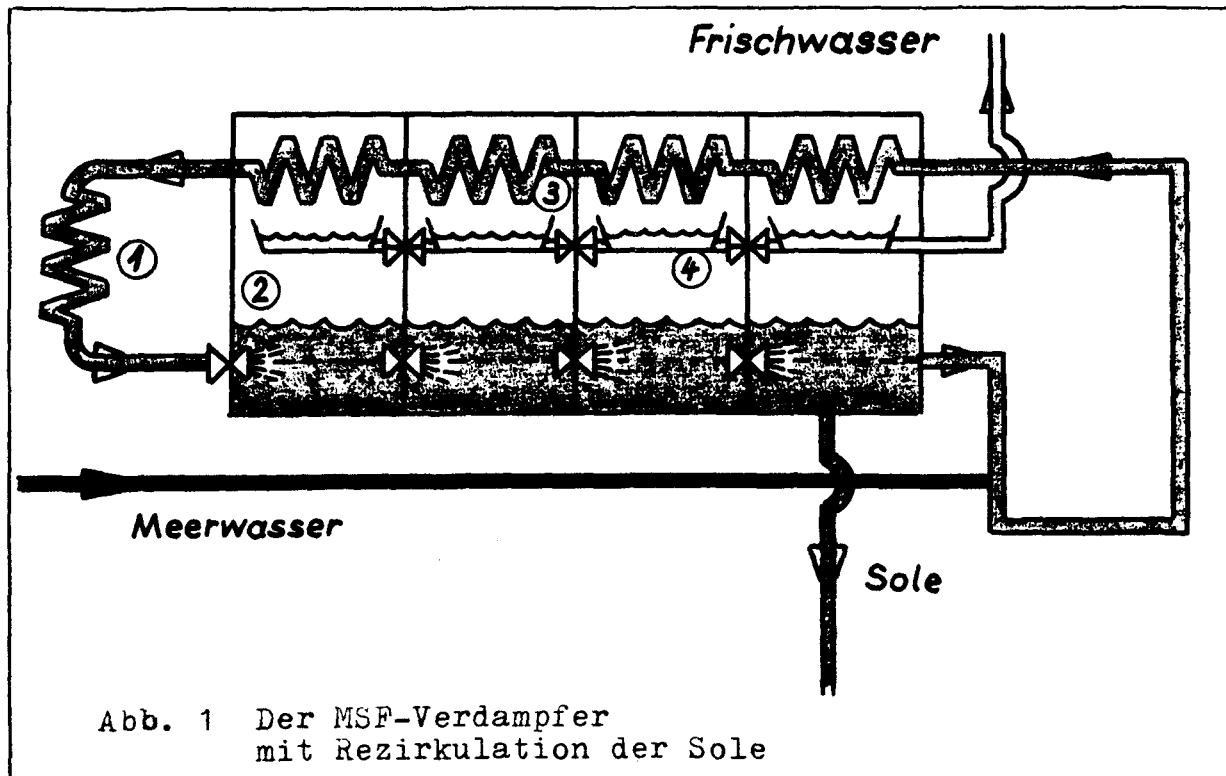
(Multistage Flash-Distillation)

Die Multistage Flash-Distillation (MSF) ist heute das verbreitetste Verfahren zur Entsalzung von Wasser. Etwa 80 % aller Wasserreinigungsanlagen arbeiten nach diesem Prinzip mit einer Produktionsrate von insgesamt 318 000 to/d (1967).

Das Verfahren ist im Prinzip ähnlich dem der einstufigen Entspannungsverdampfung. Das aus Quellen oder direkt aus dem Meer abgepumpte Salzwasser wird zunächst in der Regel gefiltert, entlüftet und dann nach chemischer Vorbehandlung in die Anlage geleitet. Es gelangt nach verschiedenen Vorwärmestufen in den "Wärmeeingabeteil" (heat input section). In einem Wärmetauscher wird die Sole mit Dampf erhitzt. Die Art der Dampferzeugung ist für den Prozeß von geringer Bedeutung. Die MSF ist weitgehend unabhängig von der Art der Energiequelle. Verwendung finden Ölverbrennungsanlagen, Reaktoren, auch Sonnenenergie ist in Betracht gezogen worden. Die Hälfte der zur Zeit bestehenden Anlagen wird mit Dampf aus einem Elektrizi-

tätswerk betrieben (Zweizweckanlage).

Nach dem Erhitzen auf etwa 90 bis 120 °C gelangt das Salzwasser in den eigentlichen Verdampferteil (heat gain oder heat recovery section). Dieser besteht aus mehreren, hintereinander geschalteten Kammern (Stufen), die unter Unterdruck stehen.



Hier verdampft ein Teil der Sole schlagartig, der Wasserdampf passiert einen Wasserabscheider und kondensiert zu reinem Destillat. Die Menge des produzierten Dampfes hängt ab vom Temperaturgefälle und damit Druckgefälle in der jeweiligen Kammer. Im allgemeinen kann angenommen werden, daß bei ca. 5 °C Temperaturunterschied von Kammer zu Kammer (im Bereich von 40 bis 100 °C) etwa 1 % der Sole verdampft.

Die Zahl der Stufen kann theoretisch beliebig hoch gewählt werden. Praktisch begrenzt wird sie durch das Gesamttemperaturgefälle in der Anlage.

Anschließend werden verbrauchte Sole (blow down brine) und Destillat getrennt durch einen Wärmetauscher (heat rejection section) geleitet, wo sie das frische Seewasser vorwärmen. Das Seewasser erhält mithin fast die gesamte Wärme, die der nunmehr verbrauchten Sole am Anfang des Prozesses mitgegeben wurde, da es zudem noch im Gegenstrom durch die Verdampfungskammern geleitet wird und zur Kondensation des in den Kammern erzeugten Dampfes dient.

Die Temperatur des frischen Seewassers bestimmt die Temperatur in der letzten Kammer und damit auch das gesamte Temperaturgefälle.

Rezirkulation

In vielen Anlagen wird die Sole unter Hinzufügung geringer Mengen frischen Seewassers erneut durch die Anlage geschickt. Auf diese Weise kann die Sole optimal entsalzt werden, die Endkonzentration kann weitgehend beeinflusst werden. Einer der Hauptvorteile ist der geringe Aufwand für Pumpen und das Seewasserentnahmesystem, das, wie spätere Kostenaufstellungen zeigen werden, einen ziemlich großen Betrag ausmacht.

Bildung von Ablagerungen (scale formation)

Ein Hauptproblem von Entsalzungsanlagen bilden Ablagerungen in den Rohren und an anderen Teilen der Anlage. Die Löslichkeit der in der Sole befindlichen Salze nimmt mit zunehmender Temperatur ab. Die Prozeßtemperatur kann also nicht beliebig erhöht werden, obgleich dies für einen besseren Wirkungsgrad von wesentlicher Bedeutung wäre.

Max. Soletemperatur (°C)	79,4	93,3	107,3	121,1	135	148,9
Umsatzrate (kg Wasser/kg Dampf)	6,88	8,75	10,6	12,3	14,0	15,7

Abhilfe schaffen Filtern, Entgasen, chemische Vorbehandlung des frischen Seewassers oder durch vorgeschaltete Ionentauscher. Heute ist man in der Lage, mit Hilfe chemischer Zusätze maximale Temperaturen von 120 °C zu erreichen.

Bei Vorbehandlung mit Polyphosphaten erreicht man ungefähr 90 °C, mit Säurebehandlung Temperaturen von 120 °C ohne nennenswerte Ablagerungen von Calciumsulphat. Bei chemischer Vorbehandlung des Seewassers in größerem Rahmen empfiehlt es sich, ebenfalls einen Teil der Sole zu rezirkulieren; denn dadurch geht der Hauptteil der bei der Vorbehandlung eingegebenen Chemikalien nicht verloren, sondern bleibt im Prozeß.

1.5. Auslegungskriterien

Charakteristisch für die Auslegung eines Verdampfers ist die

- maximale Soletemperatur (maximum brine temperature), die höchstmögliche Temperatur, bis zu der die Sole erhitzt werden kann und die
- Endtemperatur der Sole nach Passieren der Anlage (brine blow down temperature)

Durch diese beiden Temperaturen ist der Bereich festgelegt, innerhalb dessen der Prozeß stattfindet, die maximale Stufenzahl und damit auch der Temperaturunterschied von Stufe zu Stufe, die Menge des verdampften Wassers, die Endkonzentration der Sole, ausgedrückt in der Konzentrationsrate (concentration ratio), nämlich dem Verhältnis zwischen Salzgehalt der abgelassenen Sole und dem des frischen Seewassers, der Wirkungsgrad der Anlage (performance ratio), ausgedrückt durch die Menge des produzierten Wassers im Verhältnis zu der Menge des hierfür erforderlichen Dampfes, der sich bei den heute bestehenden Anlagen etwa zwischen 4 und 20 kg/kg bewegt.

Natürlich ist der Zusammenhang der genannten Faktoren von der als flashing -range temperature bezeichneten Temperaturdifferenz nicht so einfach zu beschreiben, sie sind noch von weiteren Einflüssen abhängig; wie z. B. von der Temperaturdifferenz in der letzten Stufe:

terminal temperature difference (TTD).

Stufenzahl, TTD und Dampfkosten [20]

bei einer Anlage mit

Dampfdurchsatz	2000	t/h
Dampftemperatur	120	°C
Max. Soletemperatur	110	°C
Geschwindigkeit der Sole	1,5	m/s
concentration ratio	2	
load factor	80	%
Fixe Kosten	7	%
Elektrizitätskosten	0,6	¢/kWh

Dampfkosten ¢/t	TTD °C	Zahl der Stufen
10	3,5	20
20	3	20
30	2,5	25
40	2,5	30
60	2,0	35
80	1,5	35
100	1,5	40
120	1,5	45
150	1,5	50

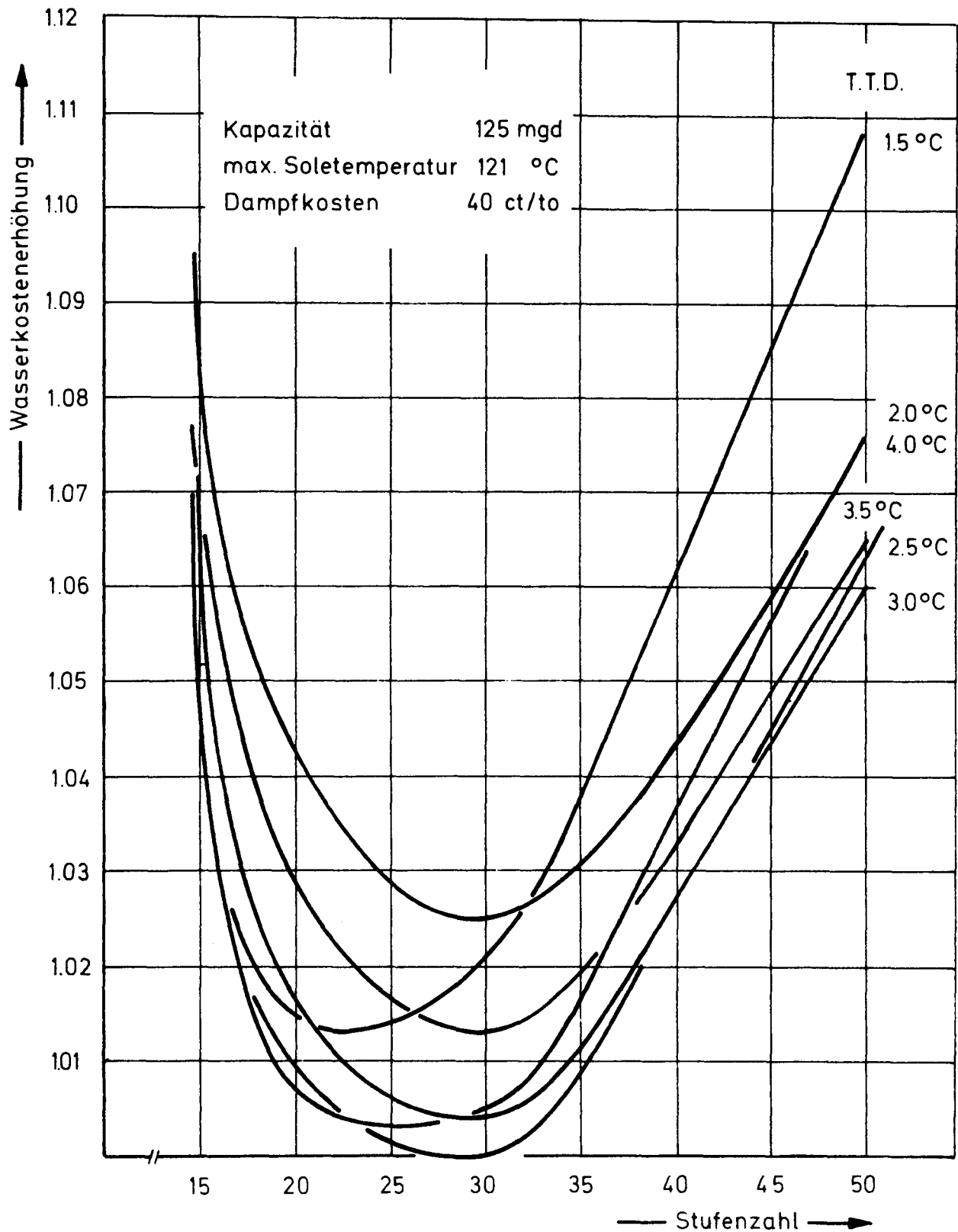


Abb. 2

Wasserkostenerhöhung in Abhängigkeit von der Stufenzahl und der Temperaturdifferenz in der letzten Stufe (T.T.D.) [20]

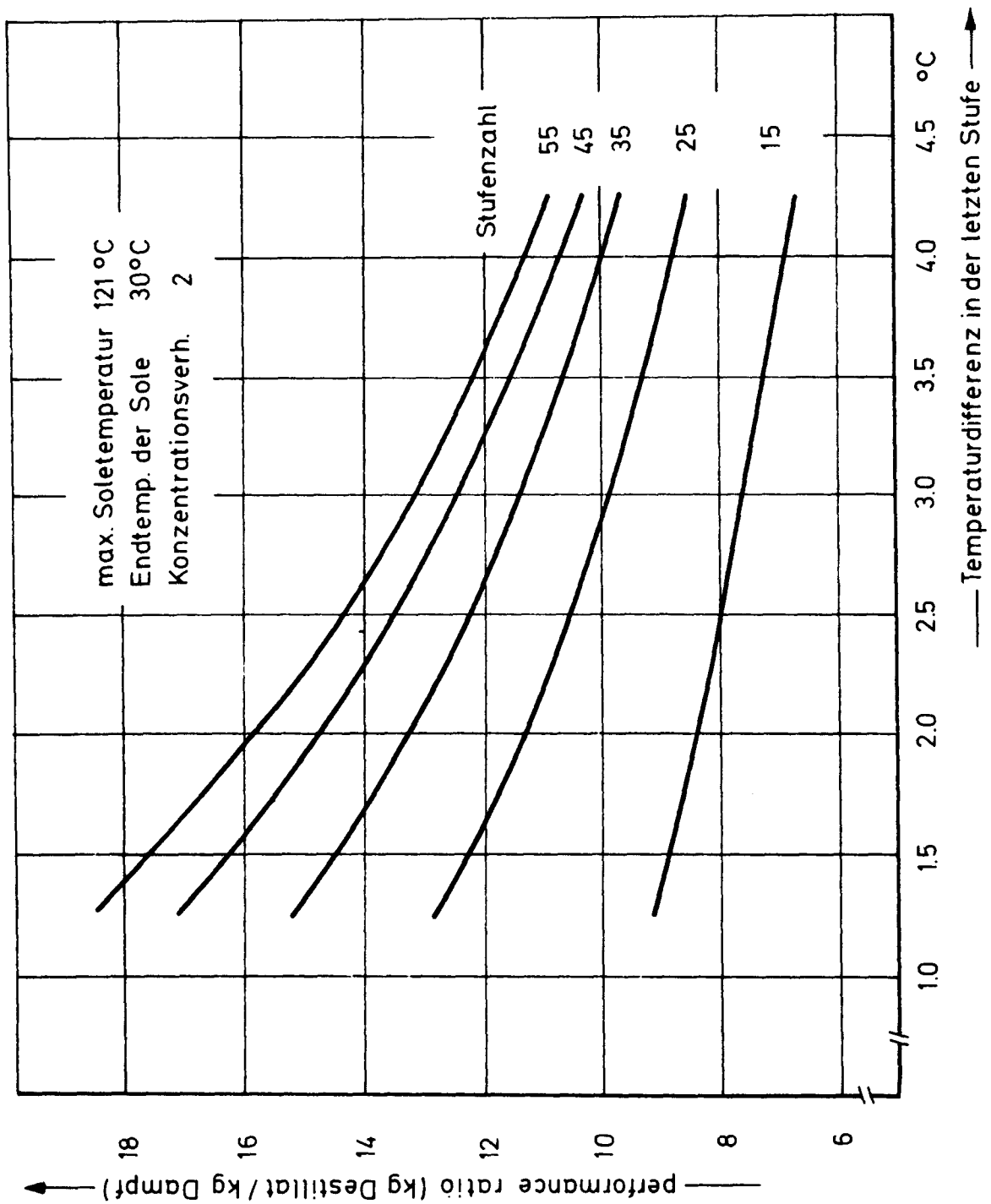


Abb. 3

Wirkungsgrad des Verdampfers in Abhängigkeit von der Temperaturdifferenz in der letzten Stufe (T.T.D.) bei verschiedenen Stufenzahlen [20]

Anordnung der Kondensatorrohre

- Kreuzbündelrohre

Die Kondensatorrohre liegen in den einzelnen Kammern senkrecht zur Strömungsrichtung der Sole. Diese Konstruktion ist allgemein eingeführt, gestattet sie doch die Auslegung der Kammern zu optimalen Betriebsbedingungen. Allerdings erfordert diese Konstruktion einen erheblichen Aufwand an Strukturmaterialien.

- Längsrohre

Die Kondensatorrohre liegen parallel zur Strömungsrichtung, was zu einer Einsparung der erforderlichen Pumpenenergie um 25 % gegenüber Kreuzbündelrohre führt. Auch werden weniger Strukturmaterialien benötigt [21, 22] .

Rohrleckagen

Bei Leckagen der Kondensatorrohre wird das Destillat mit Salzwasser verunreinigt. Ein beschädigtes Rohr würde beispielsweise in einer Anlage mit der Produktionsrate von 950000 to/d den Salzgehalt des entsalzten Wasser um 5 ppm steigern. Bei 190 langen Rohren könnten etwa 5 Rohrbrüche zugelassen werden.

Kurze Rohre (ca. 18 m lang), wie sie heute allgemein Verwendung finden, weisen zwei bis dreimal so viele Ausfälle infolge Schäden auf als Rohre von etwa 110 m Länge. Dagegen ist bei kurzen Rohren wegen des geringeren Strömungswiderstandes (Turbulenzen) der Aufwand an Pumpenleistung nicht so hoch [23] .

Hierzu ein Kostenvergleich von Anlagen in der Größenordnung von 950 000 to/d unter Berücksichtigung verschiedener Rohrlängen [23] :

Anlagedaten

Produktionsrate	950 000	to/d
max. Soletemperatur	120	°C
concentr. ratio	2,0	
perform. factor	10	
chem. Vorbehandlung mit H_2SO_4		

Kapitalkosten (\$)

Rohrlängen (m)

vorgef. Rohre	auf der Baustelle zus.gesetzte Rohre	
18 m	18 m	110 m

Jährl. fixe Kosten

Amortisation	5,185 %	2 679 050	2 653 336	2 560 352
Versicherung	0,25 %	129 173	127 933	123 450
Ersatzteile	0,35 %	180 842	179 106	172 830

Totale fixe Kosten		2 989 065	2 960 375	2 856 632
--------------------	--	-----------	-----------	-----------

Druckverluste

in den kurzen Rohren	16 100	16 100	-
----------------------	--------	--------	---

Totale jährliche Kosten	3 005 165	2 976 475	2 856 632
-------------------------	-----------	-----------	-----------

Mehrpriis der kurzen

Rohre ¢/m^3	0,0475	0,0385
----------------------	--------	--------

Daraus resultiert eine Kostenersparnis der langen Rohre von 3 % in den Kapitalkosten und von 1 % bei den Wasserkosten.

Rohrabdichtungen

Kosten für Dichtungen bei einer Anlage mit 190 000 m³/Tag

Anlagedaten

Produktionsrate	190 000	m ³ /Tag
Max. Soletemperatur	121	°C
Endtemperatur der Sole	32	°C
Temperaturdifferenz pro Stufe	1,6	°C
Stufenzahl	53	
Dampfkosten	39,7	¢/Mcal
Load factor	90	
performance ratio	10	

Dichtungen : NORDEL (Du Pont)

Dichtungen für 27 Stufen

(8,4 ¢/Stück installiert)

\$ 426 747

Dampfverlust infolge Leckage

bei 90 %iger Abdichtung

in den Stufen 1 - 27

keine Abdichtung in den

Stufen 28 - 53

\$ 270 090

\$ 696 837

Anteil an den Wasserkosten

0,013 ¢/m³

Der Load Factor ist definiert als das Verhältnis der tatsächlichen Wasserproduktion zu der maximal möglichen. Er wird meist in Prozent ausgedrückt. Da sich der Ausnutzungsgrad reziprok auf die Wasserkosten auswirkt, wird man bestrebt sein, die Leistungsfähigkeit der Anlage möglichst hoch, Ausfallzeiten infolge Überholung oder Reinigung möglichst kurz zu halten.

In manchen Tabellen ist der load factor angegeben in der Zahl der Tage im Jahr, an denen die Anlage voll arbeitet (in der Regel sind dies 330 Tage im Jahre entsprechend einem load factor von 90 %).

Lebensdauer

Für die Anlagen wird im allgemeinen 20 bis 30 Jahre Lebensdauer berechnet. Für Anlagenbestandteile können folgende Zahlen angenommen werden :

Teil		Lebensdauer (Schätzung)	
Verdampfer:			
Rohre	Stahl	5	Jahre
	Alubronze	15	
	Titan	50	
Kammern	Stahl	50	
	Beton	50	
Wärmetauscher			
Rohre	Alubronze	15	
	Titan	50	
Pumpen		50	
Seewasserentnahmesystem		50	

2. Wärmeerzeugung für Meerwasserentsalzer

2.1. Kernenergie als Wärmequelle

Zur Versorgung von Destillationsanlagen mit Wärmeenergie stehen als Primärenergieträger zur Verfügung :

- Kohle (Stein- und Braunkohle)
- Erdgas und Öl
- Kernenergie.

Ausführliche Untersuchungen und Vergleiche zwischen Prozeßwärmeerzeugern mit verschiedenen Primärenergieträgern wurden besonders von der chemischen Industrie angestellt.

Zur Zeit betragen die Brennstoffkosten für die Erzeugung von Mitteldruckdampf [18]

- 5,50 DM/to bei Ölfeuerung
- 6,50 - 7,50 DM/to bei Kohle, je nach Entfernung vom Revier und
- 1,80 - 2,20 DM/to bei Anlagen mit Kernenergie.

Ein Kernreaktor jedoch, der nur zur Prozeßdampferzeugung gebaut wurde, erfordert ungefähr eine doppelt so hohe Investition wie Öl- oder Gasverbrennungsanlagen zur Dampferzeugung. Demnach sind die Erzeugungs- und Verteilerkosten (Kapitalkostenanteil) [18] :

- ca. 3,20 DM/to bei Kernreaktoren gegenüber
- ca. 1,60 DM/to bei konventioneller Feuerung.

Hieraus ergeben sich als Gesamtkosten :

- 5,00 - 5,40 DM/to bei Kernenergie
- 7,10 DM/to bei Ölverbrennung und
- 9,10 DM/to bei Anlagen auf Kohlebasis.

Damit hat die Kernenergie einen beträchtlichen Kostenvorteil bei der Prozeßwärmeherstellung gegenüber konventionellen Anlagen. Diese Angaben dienen nur der groben Übersicht; im einzelnen sind die Kapitalkosten natürlich kapazitätsabhängig.

Kernenergie in Zweizweckanlagen

Die Möglichkeit, die Ausnutzung einer Wärmekraftanlage dadurch zu verbessern, daß man die Anlage für mehr als einen Zweck nutzbar macht, führte zu dem Konzept der Zweizweckanlage. In diesen Anlagen wird Strom erzeugt und ein Teil der erzeugten Wärme als Prozeßwärme zur Meerwasserentsalzung verwandt.

Mehrzweckanlagen besitzen folgende Hauptvorteile gegenüber Einzweckanlagen :

- kleinerer Brennstoffverbrauch,
- geringere Investitionen und
- nicht so hoher Personalbedarf.

Es gibt aber auch einige Nachteile des Konzeptes :

- kleinere Flexibilität,
Mehrzweckanlagen reagieren kostengünstiger auf Abweichungen vom optimalen Auslegungspunkt;
- Standortprobleme,
zwei Produkte erfordern meist verschiedene absatzgünstige Standorte;
- Zuverlässigkeit der Anlage,
Störungen in einem Teil der Anlage führen zum Ausfall gleich beider Produkte.

Hieraus folgt, daß Ein- und Mehrzweckanlagen von Fall zu Fall genau durchkalkuliert werden müssen, um das jeweils kostengünstigere Konzept zu ermitteln.

Der Hochtemperaturreaktor in der Zweizweckanlage

Das Konzept des Hochtemperaturreaktors (HTGR) mit Gasturbine in einem geschlossenen Kreislauf ist neben Kraftwerksanlagen nur zur Stromerzeugung auch für Zweizweckanlagen besonders interessant :

- bei Gebrauch von Gasturbinen fällt Prozeßwärme in günstigen Mengen ab,
- eine Erhöhung der Prozeßwärmemenge ist unter nur geringen zusätzlichen Kosten möglich.

2.2. Der Kreislauf der HTGR-Zweizweckanlage

Das Fließschema einer Zweizweckanlage mit heliumgekühltem HTGR und einem Gasturbinensatz in geschlossenem Kreislauf ist aus Abb. 4 ersichtlich.

Das im Reaktor (1) aufgeheizte Gas gibt einen Teil seiner Enthalpie in der Turbine (2) ab. Nach Durchströmen des regenerativen Wärmeaustauschers (3) hat das Gas noch genügend Energie für den Entsalzer (4).

Nach Kühlung (5) auf Verdichtereintrittstemperatur wird das Gas mit zwei Verdichtern, (6) und (8), unter Zwischenkühlung (7) auf Arbeitsdruck gebracht. Nach Durchströmen des Vorwärmers (3) gelangt das Gas wieder in den Reaktor.

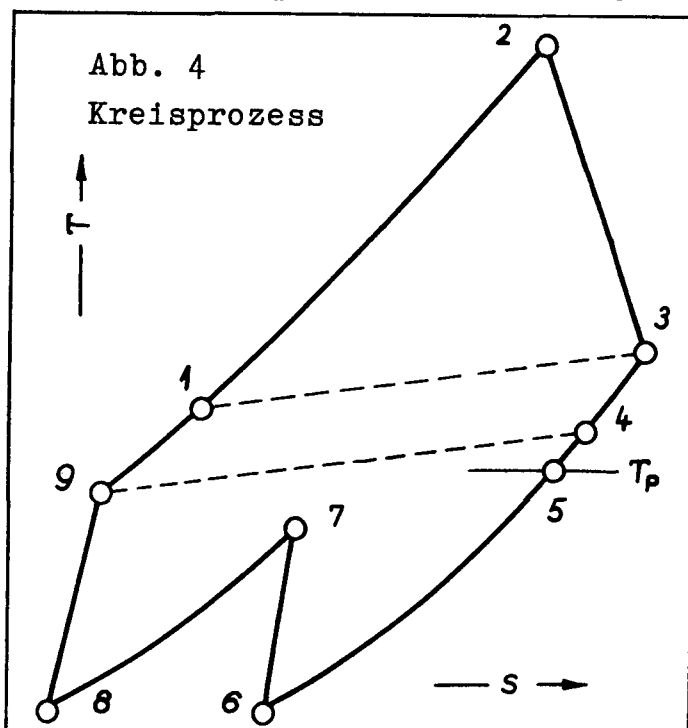
Thermodynamik des Prozesses

Für Helium als Kühlgas können folgende Voraussetzungen getroffen werden, die der Wirklichkeit sehr nahe kommen :

- Helium ist ein ideales Gas,
- seine spezifische Wärme ist unabhängig von Temperatur und Druck.

Bei CO_2 kann die zweite Annahme selbstverständlich nicht mehr getroffen werden.

Der Kreisprozeß umfaßt folgende Stufen, wobei sich die



Indices auf die Darstellung in Abb. 4 beziehen.

- 1-2 Aufheizen im Reaktor
- 2-3 Entspannen in der Turbine
- 3-4 Energieabgabe im Wärme-tauscher
- 4-5 Abkühlung im Entsalzer
- 5-6 Vorkühlung im Kühler
- 6-7 Verdichtung im ND-Kompressor
- 7-8 Zwischenkühlung
- 8-9 Verdichtung im HD-Kompressor
- 9-1 Vorwärmung

Die Zustandsänderungen in den einzelnen Stationen werden durch folgende Gleichungen beschrieben :

Reaktor :

$$TLEI = M \cdot CP \cdot DT$$

TLEI-kWatt	thermische Leistung des Reaktors
M -kg/sec	Massenstrom des Kühlmittels
CP -kJ/kg grd	spezifische Wärme des Gases
DT -grd	Aufheizung im Reaktor

Turbine :

$$DHGT = M \frac{k}{k-1} R \cdot ET \cdot \left[\left(\frac{AP}{EP} \right)^{\eta_T \frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

DHGT-kWatt	Enthalpieänderung, Leistung der Turbine
R -kJ/kg grd	Gaskonstante
ET -grd	Eintrittstemperatur
EP -bar	Eintrittsdruck
AP -bar	Austrittsdruck
k	Isentropenexponent
η_T	polytropher Wirkungsgrad

Wärmeaustauscher und Kühler :

$$DHGK = M \int_{T_2}^{T_1} CP \cdot DT = \text{const.}$$

DHGK-kWatt	Enthalpieänderung im Wärmeaustauscher bze. im Kühler
------------	--

Verdichter :

$$DHGV = M \frac{k}{k-1} R \cdot ET \left[\left(\frac{AP}{EP} \right)^{\frac{1}{\eta_v} \frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

DHGV-kWatt	Enthalpieänderung im Verdichter
η_v	polytropher Wirkungsgrad des Verdichters

Entsalzer :

Aus Abbildung 4 folgt nach Aufschlüsseln der Energie des Gaszustandes hinter dem Wärmeaustauscher in Exergie und Anergie :

$$\frac{QP}{QW} = \frac{T_4 - T_5}{T_4 + T_7 - T_6 - T_8}$$

QP - Verfügbare Prozeßwärme

QW - Verlorene Wärmemenge

Hieraus folgt die Näherungsformel für die destillierte Wassermenge :

$$WASS = \frac{T_F - T_O}{r (T_F - T_D)} \cdot M \cdot CP \cdot (ET - AT)$$

WASS	kg/sec	entsalzte Wassermenge
T _O	grd	Temperatur der Sole im Entsalzer
T _F	grd	Temperatur der Sole im Erhitzereingang
T _D	grd	Temperatur der Sole beim Erhitzeraustritt
r	kJ/kg	Verdampfungswärme der Sole
ET	grd	Eintrittstemperatur des Gases
AT	grd	Austrittstemperatur des Gases

Der Betrag der nutzbaren Wärme und damit der Süßwassermengen kann auf drei Arten erhöht werden :

- durch Erhöhen der Kompressor-Einlaßtemperatur,
- durch Veränderung des Kompressor-Druckverhältnisses,
- durch Erhöhung des Turbinen-Druckverhältnisses.

Wirtschaftlichkeitsberechnungen haben die zweite Methode, Veränderung des Kompressor-Druckverhältnisses, als die günstigste ermittelt [19] .

Vorgegebene Daten des Prozesses

Durch das HTGR-Reaktor-Konzept stehen als Daten fest :

- Gasaustrittstemperatur AT - 850 grd
- Gasaustrittsdruck AP - 30 bar

Für den Entsalzer sind folgende Daten festgelegt :

- Soleeintrittstemperatur T_o - 35 grd
- Temperaturdifferenz auf
 der kalten Seite DT1 - 20 grd
- Aufheizung der Sole DT2 - 85 grd
- Dampftemperatur T_D - 100 grd
- Temperaturdifferenz auf
 der heißen Seite DTD - 10 grd
- Austrittstemperatur des
 Kühlmittels T_p - 110 grd
- spezifische Wärme der Sole CP - 4.186 kJ/kg grd
- Kühlwassertemperatur T_K - 20 grd

Optimierungsrechnungen früherer Studien haben folgende Werte für MSF-Verdampfer ermittelt [6, 24] :

- Gaseintrittstemperatur T_4 - 137 grd
- Stufenzahl n - 30
- Untererwärmung d - 3 grd

Die Einhaltung dieser Werte garantieren einen Betrieb des Entsalzers im optimalen Betriebspunkt.

3. Kostenstruktur von Entsalzungsanlagen

Bei Anlagen, die nur ein Produkt herstellen, z. B. nur Elektrizität oder nur Süßwasser, ist die Belastung des einzigen Kostenträgers mit den Herstellungskosten relativ einfach.

Der jährliche Kostenanteil setzt sich zusammen aus

- den Kapitalkosten (Kapitaldienst),
- den Brennstoffkosten und
- den Betriebskosten.

Während Brennstoffkosten und Betriebskosten schon als jährliche Kosten berechnet werden - und so auch oft gleich zusammengefaßt werden -, müssen die Kapitalkosten auf die Nutzungsdauer verteilt werden (Abschreibung); hinzu kommt die Verzinsung des jeweiligen Restkapitals, Steuern, Versicherungen etc. Der jährlich anfallende Teil der Kapitalkosten heißt Annuität.

Die heute den Berechnungen zugrundegelegte Annuität von 10.2 % p. a. entspricht einem Zinssatz von 8 % und einer Abschreibungsdauer von 20 Jahren. Im vorliegenden Falle der Entsalzungsanlage erscheint es jedoch sinnvoll, eine der Belastung chemischer Industrien angepaßte Annuität von 13 % anzunehmen.

Die Gesamtausgabe für die Erstellung der Anlage, mit der Annuität multipliziert, ergeben also den jährlichen Anteil der Kapitalkosten. Zu diesem Anteil werden die Brennstoffkosten und Betriebskosten addiert, um die jährlichen Kosten der Anlage zu erhalten. Die jährlichen Kosten, dividiert durch die Produktionskapazität und durch die Betriebsstunden pro Jahr, ergeben die Herstellungskosten pro Einheit produzierten Gutes.

Die Einheitskosten berechnen sich mit :

$$CEM = (KAP \cdot ANUI + BETR + BRST) / STUN \cdot ELEI$$

CEM	- \$/kWh	Herstellungskosten von elektrischem Strom
KAP	- \$	Kapitalkosten
ANUI	- 1/a	Annuität
BETR	- \$/a	Betriebskosten
BRST	- \$/a	Brennstoffkosten
STUN	- h/a	Betriebsstunden
ELEI	- kW	elektrische Leistung

3.1. Kostenstruktur von Einzweckanlagen

Eine Einzweckanlage zur Erzeugung von Süßwasser besteht hauptsächlich aus einem Wärmeerzeugungskomplex und einem Destillationsteil. Die Kosten verteilen sich auf einzelne Posten :

Die Frage, welche Posten aufgestellt werden, wird von Fall zu Fall recht unterschiedlich behandelt, allgemein hat sich jedoch die vom amerikanischen Office of Saline Water herausgegebene "standardized procedure for estimating costs of saline water conversion" durchgesetzt. Die nachfolgende Aufstellung erfolgt nach Veröffentlichungen, die die OSW-standards als Richtlinien für eigene Kostenaufstellungen genommen haben [25, 26, 27] .

Investitions- oder Kapitalkosten (in \$)

1. Erstausrüstung (principal items of equipment = PIE)

Die Kosten für PIE setzen sich aus folgenden Bestandteilen zusammen :

Strukturteile	23,5	%
Kammern	14	%
Rohre	28,25	%
Rohrböden	6,25	%
Pumpen	14,5	%
Instrumente, Installation etc.	13,5	%
	<hr/>	
	100	%

2. Errichtung der Anlage (erection and assembly) kalkuliert zu 30 % der Erstausrüstungskosten (in den OSW-standards von 1962 betrug dieser Prozentsatz 23 %).

3. Instrumente

4 % der Erstausrüstung

4. Seewasserentnahmesystem (raw water supply, sea water intake)

5. Hilfseinrichtungen und Gebäude

(incl. Straßen, Wege, Bahnanlagen, Umzäunung, Wachhaus etc.).

6. Unvorhergesehene Ausgaben (contingencies)
10 % der Kosten nach Punkt 1 bis 5
7. Konstruktion (engineering)
10 % der Kosten nach Punkt 1 bis 6
8. Zinsen auf die Investitionskosten während der Konstruktion
4 % der Kosten nach Punkt 1 bis 7
9. Land

Betriebskosten (meist in $\text{¢}/\text{m}^3$ bei festem load factor)

1. Kosten für Elektrizität

z. B. für eine Anlage von 380 000 m^3/Tag

El. Verbrauch 23 MW

Kosten 0,35 - 0,5 $\text{¢}/\text{kWh}$

bei 552 MWh/Tag

1932 - 2760 $\text{\$/Tag}$

Kosten als Anteil an den

Wasserkosten

0,5 - 0,74 $\text{¢}/\text{m}^3$

2. Dampfkosten

Diese variieren von Anlage zu Anlage sehr stark, da sie abhängen von der Art der dampfliefernden Anlage, dem Betriebszustand des Dampfes, aber auch von dem performance Faktor der Entsalzungsanlage.

In heutigen Kostenaufstellungen werden die Dampfkosten auf 10 - 100 $\text{¢}/\text{Tonne}$ Dampf angesetzt bei performance Faktoren von 8 - 16.

z. B. Dampfkosten 20 $\text{¢}/\text{Tonne}$

performance ratio 10

Dampfkosten als Bestandteil

der Wasserkosten

2,2 $\text{¢}/\text{m}^3$

3. Kosten für Chemikalien

4. Vorräte und Materialien für den Unterhalt
0,5 % der gesamten Investitionskosten pro Jahr
5. Bedienungskosten (operating labor)
5 % der Punkte 1 - 4 plus 5 % der Amortisation
6. Unterhaltskosten
0,5 % der gesamten Investitionskosten
7. payroll extras (Überstunden etc.)
15 % der Punkte 5 und 6
8. Allgemeine und verwaltungstechnische Unkosten
30 % der Punkte 5 bis 7
(realistischer wären 15 %)

9. Fixe Kosten

Diese bestehen aus

Abschreibung

Steuern

Versicherung

Produktionsunabhängige Unterhaltung

und werden ausgedrückt als Prozentsatz der Investitionskosten
(tatsächliche Herstellungskosten der Anlage, Grundstückspreis,
Transportkosten zur Baustelle, Montage, Räumung des Bauge-
landes).

z. B. Amortisation (Lebensdauer

30 Jahre bei 4 % Zinsen)

5,78 % pro Jahr

Steuern

1,65 % pro Jahr

Versicherung

0,35 % pro Jahr

Fixe Kosten

7,78 % pro Jahr

10. Zinsen auf das arbeitende Kapital.

Lassen sich diese Posten abschätzen, was besonders bei Dampf- und Stromkosten je nach langfristiger Marktentwicklung schwierig ist, dann können die Wasserdarstellungskosten nach o. a. Methode ermittelt werden.

Da die Angaben über Wassergestehungskosten in den einzelnen Studien teilweise sehr voneinander abweichen, wurde ein einheitlicher mittlerer Verlauf der spezifischen Kosten nach Abb. 6 vorausgesetzt.

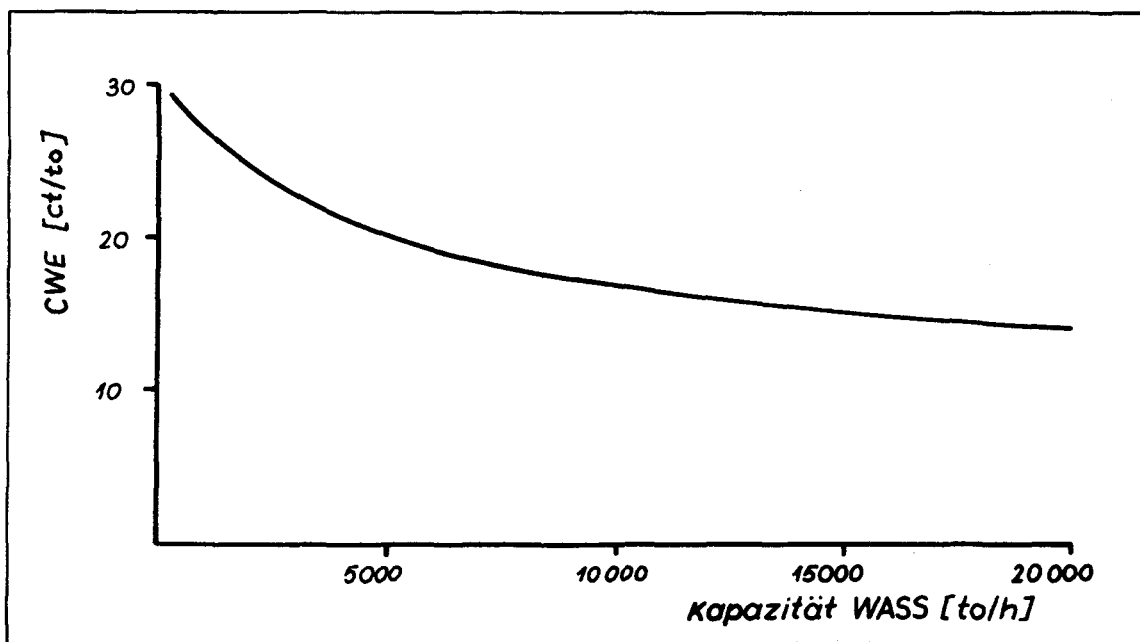


Abb. 6

Wassergestehungskosten in Einzweckanlagen

Anlage zur Stromerzeugung

Kostenaufstellungen von Hochtemperaturreaktoren mit Gasturbine liegen heute nur in Form von Studien vor. Infolge der Kostendegression liegt der Kostenverlauf, wie in Abb. 7 ersichtlich, ähnlich dem bei Wasseranlagen.

Die Kostendegression kann man durch folgende Formel annähern :

$$CEE = \frac{A}{\left(\frac{ELEI}{1000}\right)^B}$$

CEE - mills/kWh

ELEI - MW

A, B -

Stromerzeugungskosten (Einzweckanlage)

elektrische Leistung

Funktionskonstanten

Die Konstanten A und B lassen sich nach der Methode der kleinsten Mittelwertabweichung ermitteln zu :

$$A = 3.196 \quad \text{und} \quad B = 0.3129$$

Mit diesen Konstanten ist die Gleichung der Kurve durch die gegebenen Punkte optimal angenähert.

Stromerzeugungskosten einzelner Studien

Lit	Land	Leistung MW	Kapitalkosten 10^6 \$	Kosten mills/kWh
8	USA	100	-	6.02
14	GB	350	70	4.50
8	USA	300	-	5.00
8	USA	500	-	3.20
5	Belg	1480	204	2.82

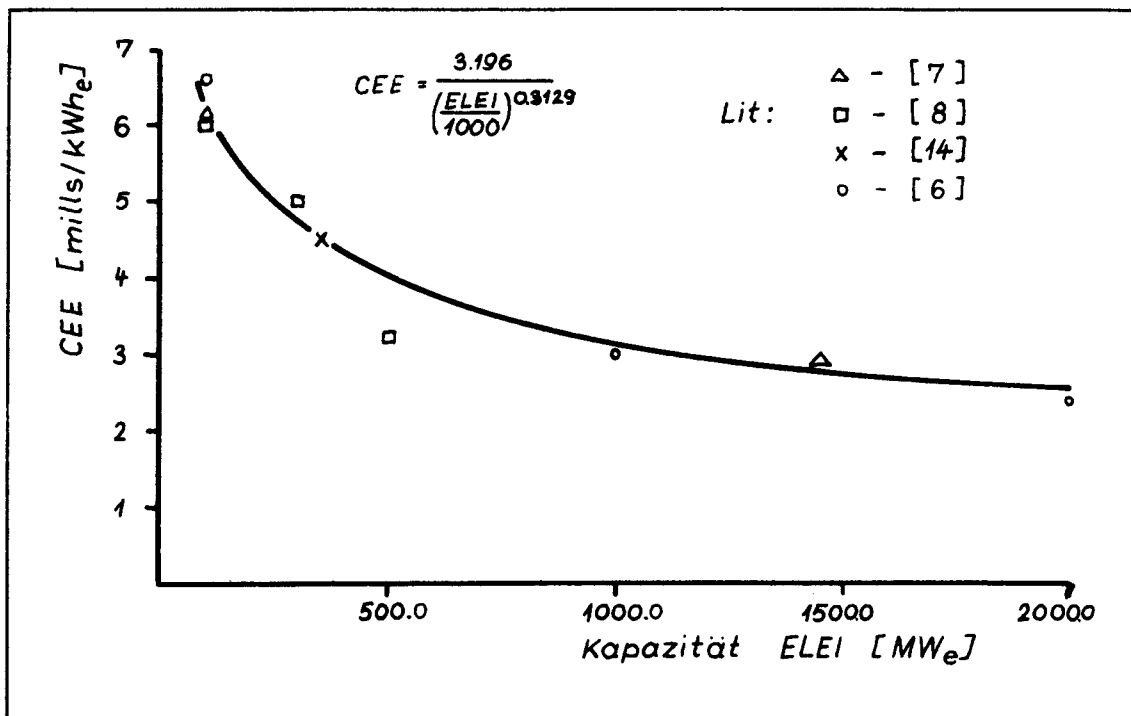


Abb. 7

Stromerzeugungskosten von Einzweckanlagen

3.2. Kostenstruktur von Zweizweckanlagen

Da die jährlichen Kosten einer Zweizweckanlage auf beide anfallende Produkte aufgeteilt werden müssen, ist es schwierig, das Aufteilungsverhältnis zu finden.

Im Report der IAEA [14] werden mehrere Methoden diskutiert, die Kosten den Endprodukten Wasser und Strom - oder einem Zwischenprodukt, der an den Entsalzer gelieferten Wärme - zuzuschlagen. Die angeführten Methoden lassen sich in zwei Kategorien unterteilen :

- Methoden, die die Totalkosten in einem definierten Verhältnis aufteilen (prorating methods), und
- Methoden, die für ein Produkt einen bestimmten Kostenwert vorher festlegen und dann die Kosten des anderen Produktes danach bestimmen (credit methods).

Im folgenden sollen die erste Methode Verhältnismethode, die zweite Art der Kostenaufteilung Festwertmethode genannt werden.

Festwertmethoden (credit methods)

Von den verschiedenen Arten, einem der beiden Endprodukte einer Zweizweckanlage einen vorher bestimmten Kostenwert zuzuteilen, hat sich die Methode, die Kosten des erzeugten Stromes als Basis zu ermitteln, durchgesetzt (power credit). In einer umfassenden Studie [15] hat die IAEA nach dieser Methode verschiedene Reaktorkonzepte in Verbindung mit Entsalzungsanlagen untersucht, die mit Dampf als Wärmeträger arbeiten.

Um den Festwert der Stromerzeugungskosten festzustellen, wird eine Anlage mit einem Reaktor gleicher Größe und Kondensationsturbine durchgerechnet. Die so ermittelten spezifischen Stromerzeugungskosten einer Einzweckanlage werden auf die Entsalzungsanlage übertragen. Das System der Berechnungsart wird durch Abb. 8 veranschaulicht :

Die Gesamtanlage wird in drei Produktionsblöcke aufgeteilt :

- Block 1 produziert Hochdruckdampf,
- Block 2 produziert elektrischen Strom und Niederdruckdampf,
- Block 3 produziert Süßwasser.

Diese Methode der Aufteilung hat den Vorteil, daß jeder Block einzeln optimiert werden kann.

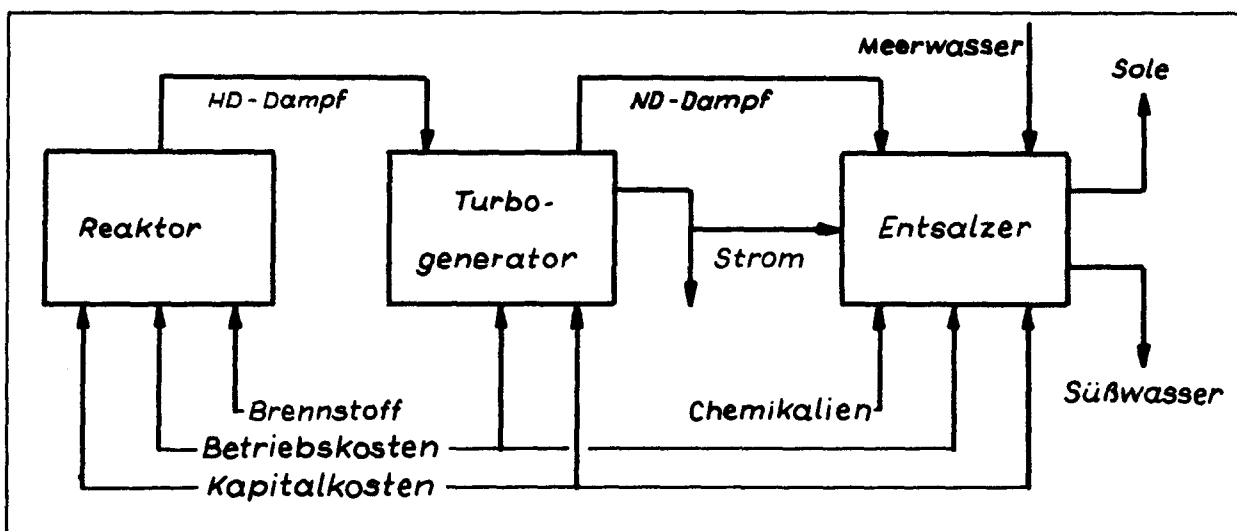


Abb. 8

Kostenfaktoren bei Zweizweckanlagen

Kapitalkosten und Betriebskosten des Blockes 1 lassen sich, wie gezeigt, leicht auf das einzige Produkt aufteilen, wenn die Eingangsgrößen bekannt sind.

Da Block 2 Strom und ND-Dampf erzeugt, werden von den Totalkosten pro Jahr von Block 2 die Stromerzeugungskosten abgezogen, die mit dem ermittelten Festwert berechnet wurden. So ergeben sich die Kosten für den ND-Dampf :

$$CND \cdot STUN \cdot ND = XT2 - CAP \cdot ELEI \cdot STUN$$

CND	- \$/kg	Einheitskosten für ND-Dampf
ND	- kg/h	produzierte ND-Dampfmenge
XT2	- \$/a	Totalkosten im Jahr von Block 2
CAP	- \$/kWh	Festwert der Stromerzeugung
ELEI	- kW	elektrische Leistung
STUN	- h/a	Betriebsstunden pro Jahr

Mit den jetzt bekannten Kosten für ND-Dampf und die Stromerzeugung lassen sich die Betriebskosten des Blockes 3 ermitteln und die Produktionskosten von Wasser berechnen.

Verhältnismethode (prorating methods)

Da es bei Gaskreisläufen schwieriger ist, die maximal nutzbare Energie eindeutig und leicht berechenbar zu definieren, bringen die Verhältnismethoden weniger Schwierigkeiten für die Kostenaufteilung.

Die einfachste dieser Methoden besteht darin, daß man die Produktionskosten von Strom und Wasser in vergleichbaren Einweckanlagen berechnet und nach diesem Verhältnis die jährlichen Totalkosten der Zweizweckanlage aufteilt.

Die folgende Tabelle zeigt ein Kostenbeispiel, die Zahlenangaben beziehen sich auf eine EURATOM-Studie [7] :

Anlage	Leistungs- MWe	Kapazität to/d	Investition 10^6 \$	Betriebskosten 10^6 \$/a
1. Nur Stromerzeugung	1480	-	204	1,4
2. Nur Wasserherstellung	-	$3,1 \cdot 10^6$	530	2,1
3. Summe von 1. und 2.	1480	$3,1 \cdot 10^6$	734	3,5
4. Zweizweckanlage	1480	$3,1 \cdot 10^6$	619	2,3

Nach der oben beschriebenen Verhältnismethode errechnen sich :

- die Kosten zur Wasserproduktion mit

$$XWM = XTM \frac{XWE}{XWE + XEE}$$

- die Kosten zur Stromerzeugung mit

$$XEM = XTM \frac{XEE}{XWE + XEE}$$

XWM - \$/a	Kosten zur Wasserproduktion bei der Mehrzweckanlage
XEM - \$/a	Kosten zur Stromerzeugung bei der Mehrzweckanlage
XTM - \$/a	Kostentotal der Mehrzweckanlage
XWE - \$/a	Kosten zur Wasserproduktion einer vergleichbaren Einzweckanlage
XEE - \$/a	Kosten der Elektrizitätserzeugung in einer Ein- zweckanlage gleicher Größe

Die Einheitskosten der Produktion von Strom und Wasser nach den Zahlenangaben aus der Tabelle berechnen sich nun wie folgt :

Totalkosten der Stromerzeugungsanlage

- Kapitalkosten (Annuität 15 %)	30.6	10 ⁶	\$/a
- Betriebskosten pro Jahr	1.4	10 ⁶	\$/a
- Totalkosten pro Jahr	XEE 32.0	10 ⁶	\$/a

Totalkosten der Entsalzungsanlage

- Kapitalkosten (Annuität 15 %)	79.5	10 ⁶	\$/a
- Betriebskosten pro Jahr	2.1	10 ⁶	\$/a
- Totalkosten pro Jahr	XWE 81.6	10 ⁶	\$/a

Summe der Totalkosten beider Einzweckanlagen

113.6 10⁶ \$/a

Totalkosten der Mehrzweckanlage

- Kapitalkosten (Annuität 15 %)	93.0	10 ⁶	\$/a
- Betriebskosten pro Jahr	2.3	10 ⁶	\$/a
- Totalkostan pro Jahr	<u>XTM</u>	<u>95.3</u>	<u>10⁶ \$/a</u>

Aufteilung der Totalkosten

- Elektrizitätserzeugungskosten

$$XEM = XTM \frac{XEE}{XEE + XWE}$$

<u>XEM</u>	<u>26.8</u>	<u>10⁶</u>	<u>\$/a</u>
------------	-------------	-----------------------	-------------

- Wasserherstellungskosten

$$XWM = XTM \frac{XWE}{XEE + XWE}$$

<u>XWM</u>	<u>68.5</u>	<u>10⁶</u>	<u>\$/a</u>
------------	-------------	-----------------------	-------------

Einheitskosten der Produkte

STUN = 7000 Betriebsstunden pro Jahr

- Kosten der Stromerzeugung

$$CEM = \frac{XEM}{ELEI \cdot STUN}$$

<u>CEM</u>	<u>2.59</u>	<u>mills/kWh</u>
------------	-------------	------------------

- Kosten der Wasserherstellung

$$CWM = \frac{XWM}{WASS \cdot STUN}$$

<u>CWM</u>	<u>7.60</u>	<u>ct/to</u>
------------	-------------	--------------

ELEI - kW elektrische Leistung

WASS - to/h Kapazität des Entsalzers

Bei bekanntem Kostenverlauf von Einzweckanlagen hat diese Methode den großen Vorteil, genau den Bereich zu kennzeichnen, in dem sich der Betrieb einer Mehrzweckanlage lohnt; denn die Totalkosten einer Mehrzweckanlage sollten geringer sein als die Summe der Totalkosten von Einzweckanlagen, die ja von der Mehrzweckanlage ersetzt werden sollen.

Daß dieser Bereich, der allein kostengünstiger ist, tatsächlich scharf begrenzt ist, zeigen die Berechnungsergebnisse dieser Arbeit.

4. Berechnungsergebnisse und Diskussion

In dieser Arbeit wurden Anlagen zur Stromerzeugung und Süßwassergewinnung mit einem HTGR als Wärmequelle und Heliumturbine in direktem Kreislauf kombiniert - nach dem oben beschriebenen Kreislaufschaltbild (Abb. 5) - und die Kosten solcher Anlagen durchkalkuliert.

Um den im Programm durchgeführten Rechnungsgang zu verdeutlichen, soll folgendes Beispiel durchgerechnet werden. Die Mehrzweckanlage hat folgende Größe :

- elektrische Leistung 200 MW_e
- thermische Leistung 600 MW_{th}
- Wasserkapazität 2000 to/h

Kapitalkosten

Reaktor und Turbogenerator

- spez. Anlagekosten [6]	195	\$/kW _e			
- Investition			39	10 ⁶	\$
anfallende Prozeßwärme	1	10 ⁵	kW _{th}		
benötigte Entsalzer-Leistung	20	kg/kW _{th}	(für 2000 to/h)		

MSF-Verdampfer

(2000 to/h und 20 kg/kW_{th})

- spez. Anlagekosten [6]	4	\$/kg/h			
- Investition			8	10 ⁶	\$
<u>Gesamtinvestition</u>			47	10 ⁶	\$

<u>jährliche Kapitalkosten</u> (13 %)	6.1	10 ⁶	\$/a
---------------------------------------	-----	-----------------	------

Betriebskosten

(7000 h/a)

- spez. Brennstoffkosten	0.4	Dpf/kWh			
- jährliche Brennstoffkosten	1.5	10 ⁶	\$/a		
- sonstige Betriebskosten (6-7 %)	0.4	10 ⁶	\$/a		
jährliche Totalkosten	8.0	10 ⁶	\$/a		

Wenn die Kosten von Einzweckanlagen gleicher Größe nach den Angaben von 3.1. bzw. 3.2. ermittelt sind, werden die jährlichen Totalkosten auf die Produkte verteilt und so die Produktionskosten ermittelt (Verhältnismethode).

Nach Durchrechnung mehrerer HTGR-Anlagen mit verschiedener Wasserkapazität und variabler elektrischer Leistung ergaben sich jährliche Totalkosten nach dem Verlauf von Abb. 9.

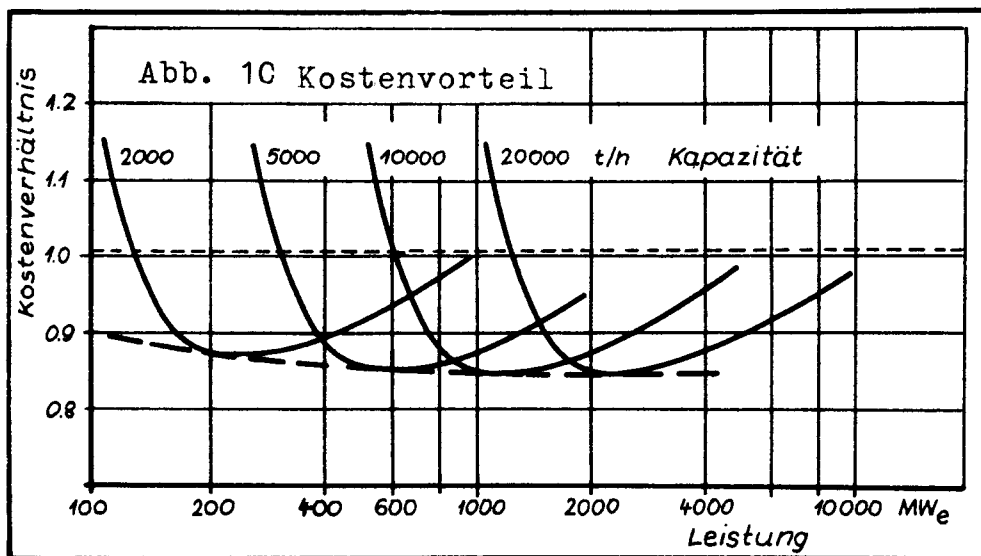
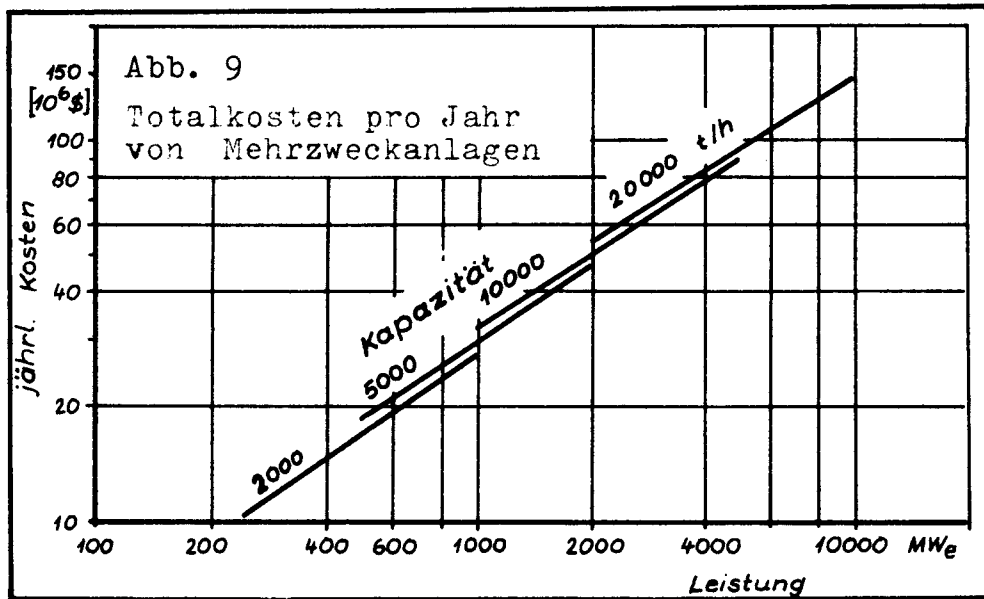
Da die Kosten der entsprechenden Einzweckanlagen gleicher Größe ermittelt wurden, läßt sich das Kostenverhältnis - Kosten der Zweizweckanlage zu Summe der Kosten der zwei Einzweckanlagen - darstellen.

Es zeigt sich, daß es für jede Anlagegröße einen fest begrenzten Bereich gibt, in dem eine Mehrzweckanlage allein kostengünstiger ist, nämlich, wenn das Kostenverhältnis kleiner als 1.0 ist. Dieser Bereich liegt bei allen Kapazitäten um den Wert 10 des Verhältnisses Wassermenge zu elektrischer Leistung $\text{kg/kW}_e\text{h}$.

Das hat vor allem seinen Grund in der Menge der verfügbaren Prozeßwärme, die ja leistungsabhängig ist, und der dadurch geforderten Verdampferqualität, wenn eine bestimmte Wasserkapazität vorgegeben ist.

Das heißt, bei kleinen elektrischen (und damit thermischen) Leistungen ist die verfügbare Prozeßwärmemenge so gering, daß teure Verdampfer höchster Qualität nötig sind, um eine große Wassermenge verdampfen zu können. Außerdem steigt die Pumpenleistung mit hohen Förderströmen stark an.

Im anderen Falle kleiner geforderter Wasserkapazität geht zuviel an Prozeßwärme verloren.



Einzweckanlagen jedoch sind jeweils auf eine elektrische Leistung bzw. eine Wasserkapazität optimal ausgelegt, die nicht in Verbindung miteinander stehen.

Um den kostengünstigen Bereich näher untersuchen zu können, ist in Abbildung 11 das Kostenverhältnis über dem Produktionsverhältnis aufgetragen.

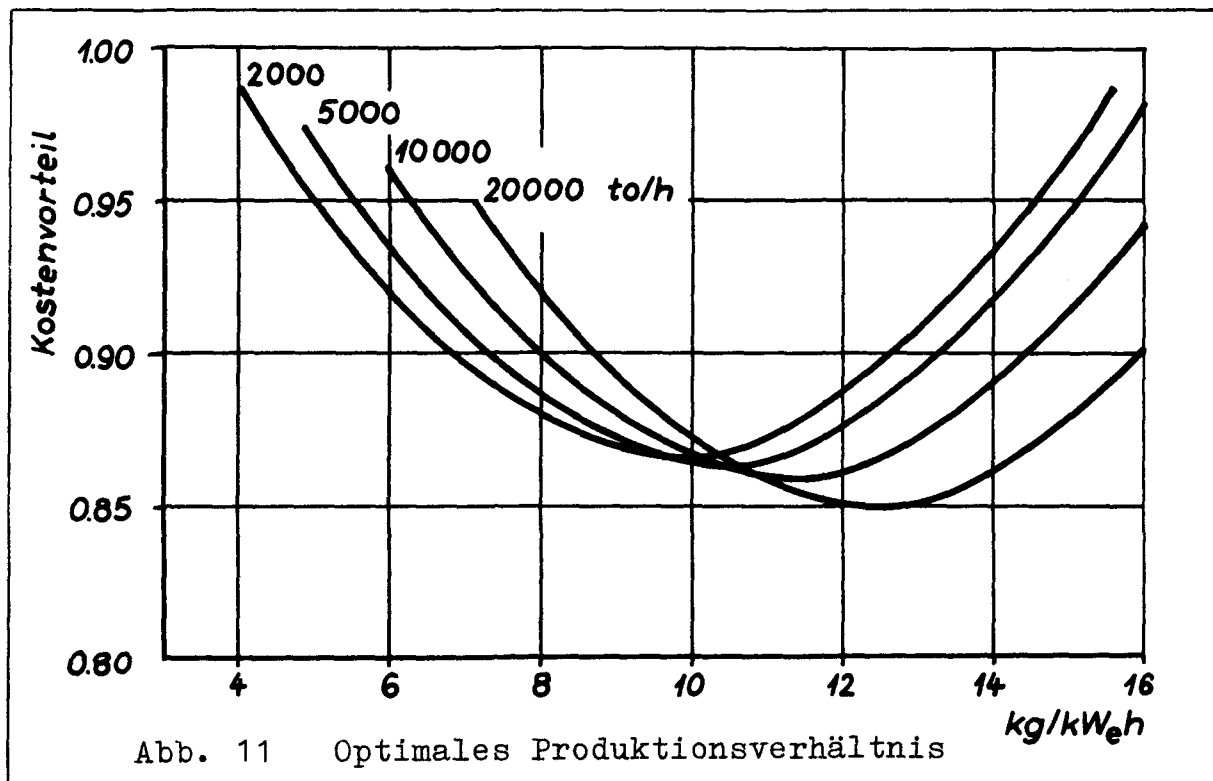


Abb. 11 Optimales Produktionsverhältnis

Aus dieser Darstellung kann man das optimale Produktionsverhältnis für jede Kapazität entnehmen. Bei Abweichungen vom optimalen Betriebspunkt entstehen zusätzliche Kosten, die jedoch im Bereich von 6 - 16 kg/kW_eh tragbar sind.

Dieser Bereich des Produktionsverhältnisses entspricht in etwa dem gegenwärtigen Durchschnittsverbrauch in manchen Gegenden und wird dem allgemein erwarteten Trend gerecht, nach dem auf längere Entwicklung der Bedarf an Süßwasser auf 2 - 5 Imp.gallons/kW_eh, i. e. 9 - 22 kg/kW_eh geschätzt wird.

Vergleich mit anderen Anlagen

Der spezifische Bereich des Produktionsverhältnisses bei HTGR-Anlagen grenzt sich ebenfalls gegenüber anderen Konzepten deutlich ab. Es wurden Vergleiche angestellt zwischen folgenden drei Konzepten :

- Druckwasser-Reaktor mit Dampfturbine (1)
- Hochtemperaturreaktor mit Gasturbine (2)
- Ölfeuerung mit Dampfturbine (3)

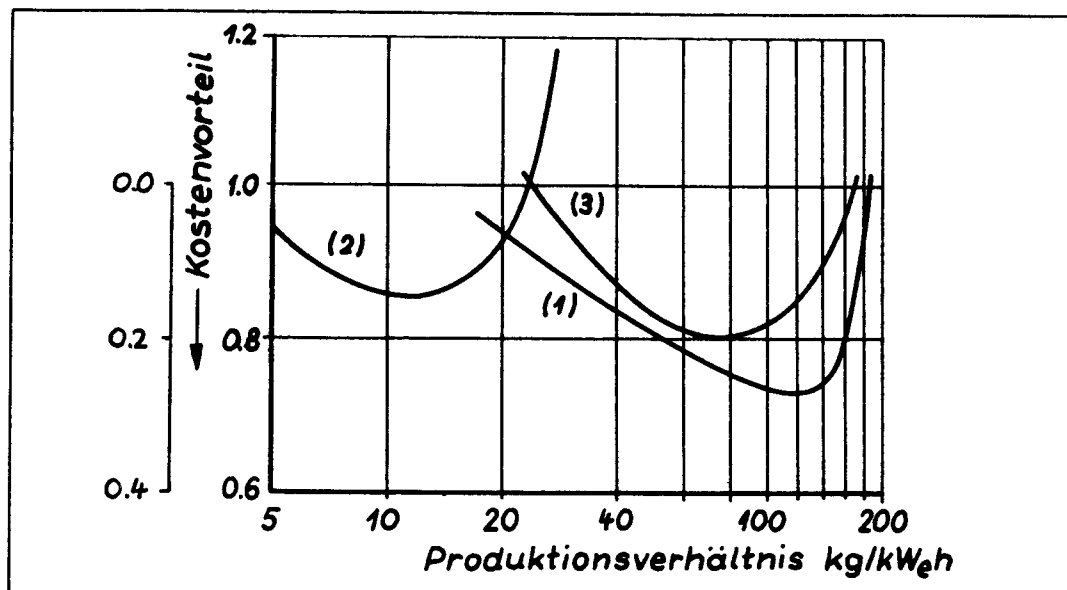


Abb. 12

Vergleich der optimalen Auslegung verschiedener Konzepte

Durch diesen Vergleich ist der optimale Einsatzbereich der verschiedenen Konzepte definiert :

- bis 17 kg/kW_eh bei HTR-Gasanlagen,
- bis 160 kg/kW_eh bei Öl-Dampfanlagen,
- bis 180 kg/kW_eh bei PWR-Dampfkombinationen.

Wasser- und Stromkosten

Der Bau und Betrieb einer Mehrzweckanlage mit optimalem Produktionsverhältnis garantiert minimale Kosten für die Stromerzeugung und Wasserdestillation. Werden die jährlichen Kosten der Anlage nach der Verhältnismethode aufgeteilt, ergibt sich ein Kostenverlauf wie in Abbildung 13 aufgezeigt. Da jedoch meist die Höhe der Wasserkosten bei einem bestimmten erzielbaren Strompreis interessant sind, werden in Abbildung 14 die Aufteilungskurven der Gesamtkosten pro Jahr auf die beiden Kostenträger gezeigt. Die Abschnitte auf den Achsen besagen, daß bei diesem Preis des einen Kostenträgers die gesamten Kosten der Anlage gedeckt werden, da das andere Produkt ohne Kosten in die Berechnung eingeht. Errechnet man sich aus den Abschnitten

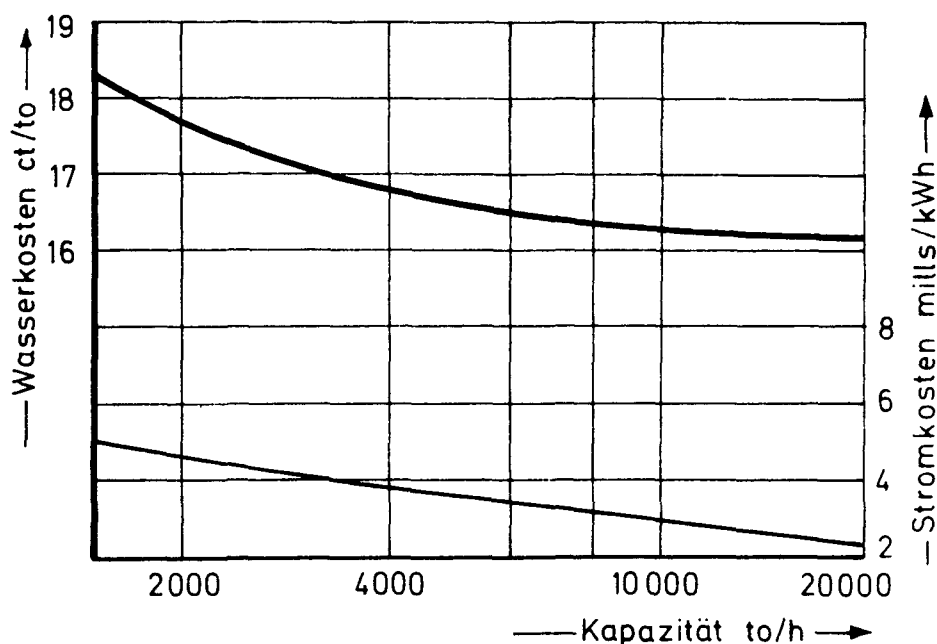


Abb. 13

Wasser- und Stromkosten nach der Verhältnismethode ermittelt

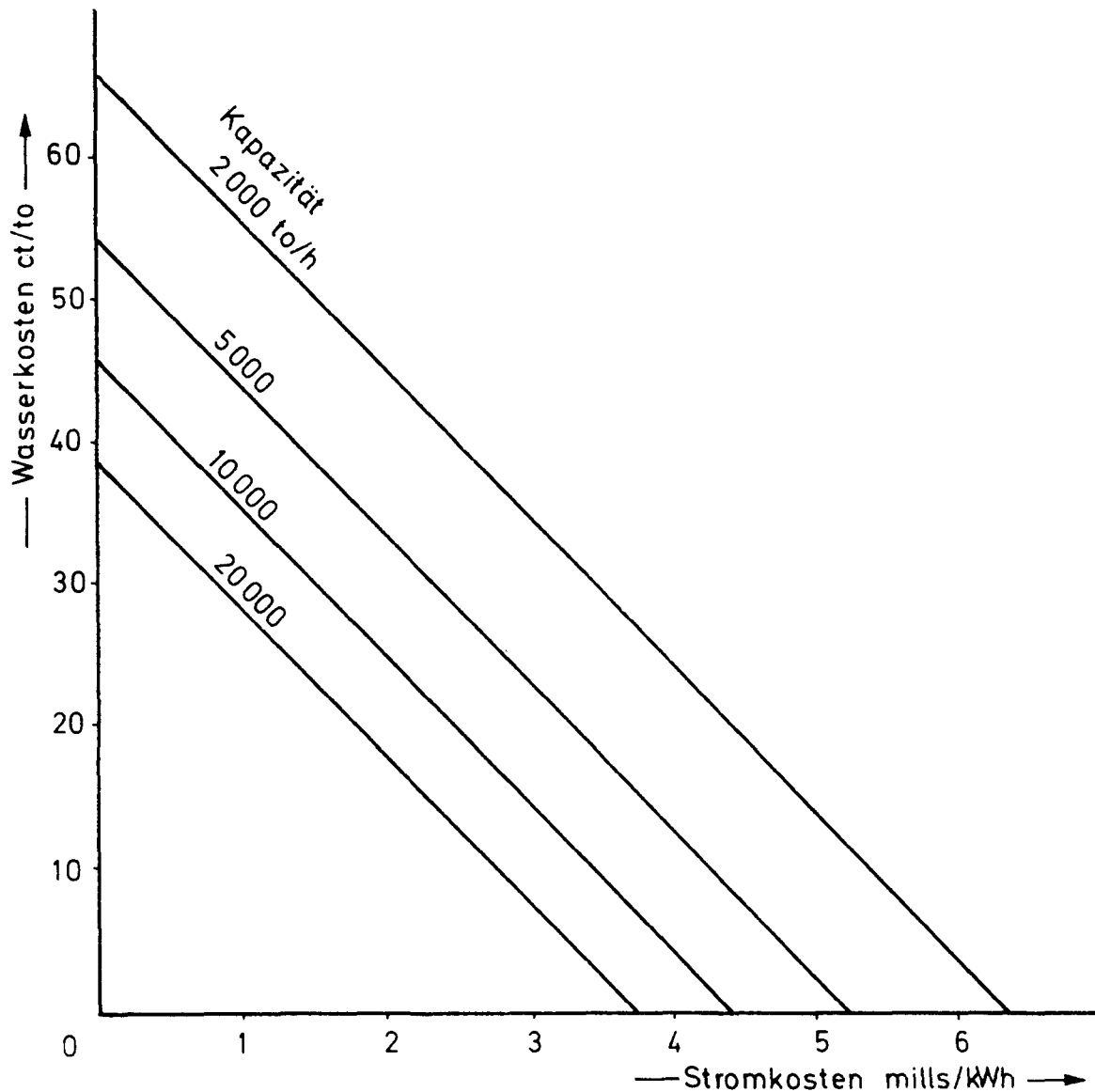


Abb. 14

Abhängigkeit der Wasserkosten vom erzielbaren Strompreis bei verschiedener Kapazität.

der Abszisse und Ordinate die jährlichen Gesamtkosten, so muß sich natürlich in beiden Fällen der gleiche Betrag ergeben. Die Wasserkosten in Abhängigkeit von der Entsalzerkapazität bei verschiedenen Stromkosten sind aus Abbildung 15 zu entnehmen. Im unteren Teil des Diagramms läßt sich zu jeder Kapazität die zugehörige kostenoptimale elektrische Leistung ablesen.

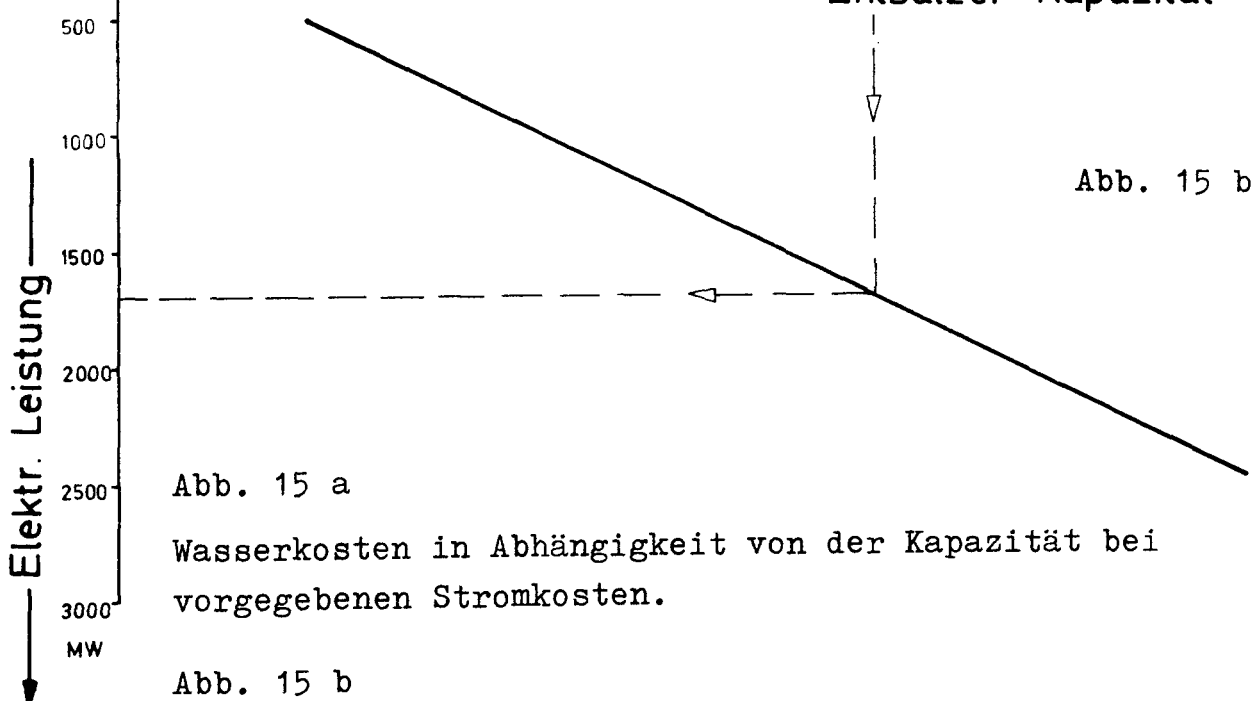
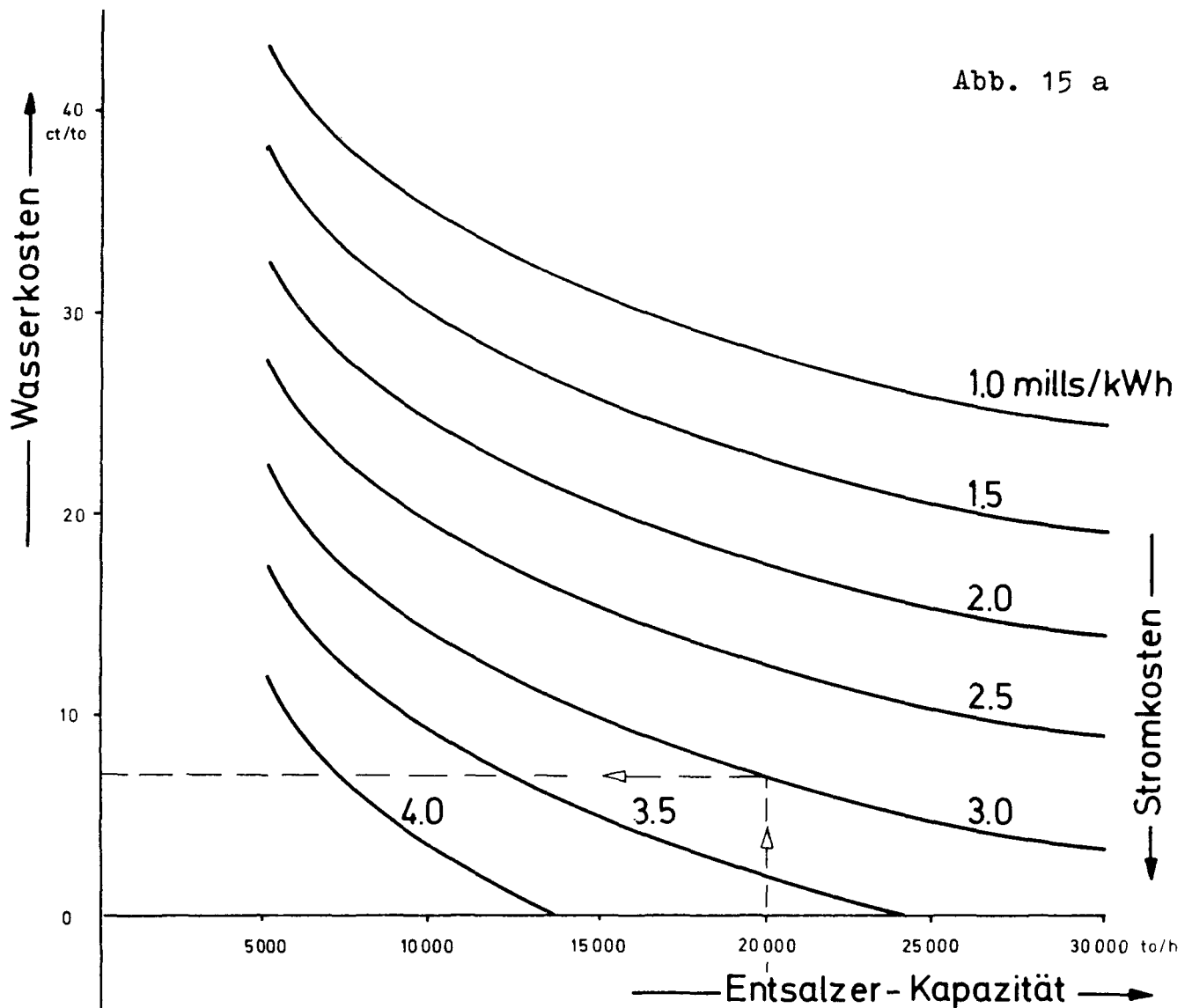


Abb. 15 a

Wasserkosten in Abhängigkeit von der Kapazität bei vorgegebenen Stromkosten.

Abb. 15 b

Optimale elektrische Leistung bei vorgegebener Entsalzungskapazität.

Hier zeigt sich, daß im Verhältnis zu anderen Konzepten große Mengen elektrischer Energie anfallen. Für Entwicklungsländer ist die Erstellung einer Anlage nach dem Konzept Hochtemperaturreaktor mit Gasturbine aus zwei Gründen problematisch :

- wirtschaftliche Produktion ist erst mit Anlagen großer Leistungen möglich; d. h. es müssen hohe Investitionen getragen werden,
- der Absatz der in großen Mengen anfallenden elektrischen Energie dürfte in diesen Ländern schwierig sein.

Für wasserarme Industriestaaten (Gebiete der USA, Japans, etc.) sind diese Probleme nicht so gegeben, so daß hier der Einsatz des Hochtemperaturreaktors neben anderen Verwendungsmöglichkeiten der Prozesswärme auch in der Kombination mit einer Entsalzungsanlage interessant ist.

Literaturverzeichnis:

- 1 L. Biondi, A. Vaudo
The Use of Nuclear Reactors for Sea-Water Distillation
Atompraxis 9 (1963) 328-32
- 2 INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY
Introduction to the Methods of Estimating Nuclear Power
Generating Costs
Technical Report Series Nr 5, IAEA Wien (1961)
- 3 INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY
Nuclear Energy for Water Desalination
Technical Report Series Nr 51, IAEA Wien (1966)
- 4 Yu.I. Koryakin, A.A. Loginov
Methodik der Berechnung der Wasser- und Stromkosten für
Reaktor-Entsalzungsanlagen
Atomnaya Energiya, Vol. 19 Nr 2 (1965)
- 5 A.I. Kornejitschev, A.W. Isvekov
Technisch-ökonomische Analyse verschiedener Schaltbilder
von mehrstufigen Wasserentsalzungsanlagen mit Entspannungs-
verdampfern
Desalination, 5 (1968) 17-28
- 6 B. Kunst
Optimum Brine Heater Steam Temperature on MSF-Evaporator
Coupled with Fossil and Nuclear Fuelled Power Plants
GGH-MAN Technik, Essen SM 113/9
- 7 EUROPEAN ATOMIC ENERGY COMMUNITY - EURATOM
Water Desalination Economics in Northern Europe Based on
Water Reactors
EUR 4034 e (1968) 77-105

- 8 S. Baron
Economics of Reactors for Power and Desalination
Nucleonics, 22 (4) (1964) 67-71
- 9 H. Krämer, R. Schulten, K. Wagemann
Die langfristige wirtschaftliche Bedeutung des gasgekühlten
Hochtemperaturreaktors
Nukleonik 11, 1 (1968) 44-53
- 10 R. Hammond
Large Reactors May Distill Sea Water Economically
Nucleonics 20, 12 (1962) 45-49
- 11 D.T. Bray, T.A. Johnston
Approaches to the Conversion of Sea Water to Fresh
CONF - 650429-4, GA - 6294 (1965)
- 12 H. Krämer, J. Seetzen
Mögliche Entwicklung einer künftigen Kernenergie in der BRD
KFA-Report, Jül - 600 - RG (1969)
- 13 K. Wagemann
Beitrag zu Systemuntersuchungen über die langfristigen
wirtschaftlichen Einsatzmöglichkeiten verschiedener Kraft-
werkstypen unter besonderer Berücksichtigung des Thorium-
Hochtemperatur-Reaktors
Dissertation an der Fakultät für Maschinenwesen, RWTH Aachen
(1969)
- 14 INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY
Costing Methods for Nuclear Desalination
Technical Report Series Nr 69, IAEA Wien (1966)
- 15 INTERNATIONAL ATOMIC ENERGY AGENCY
Guide to the Costing of Water from Nuclear Desalination Plants
Technical Rport Series Nr 80, IAEA Wien (1967)

16 K.H. Callsen

Wirtschaftlichkeitsvergleich fossiler und nuklearer Kraftwerke für Strom und Prozessdampf
atomwirtschaft-atomtechnik 8 (1969) 393 ff.

17 H. Finnemann, H. Märkl

Zur Problematik der Optimierung langfristiger Reaktorstrategien
atomwirtschaft-atomtechnik 8 (1969) 390 ff.

18 A.F. Wilck

Gesichtspunkte für Bau und Betrieb von Kraftwerken zur Prozessdampferzeugung
atomwirtschaft-atomtechnik 8 (1969) 416 ff.

19 Material aus den folgenden Symposien :

International Symposium of Water Desalination, Washington, DC
(1965)

Second European Symposium on Fresh Water from the Sea,
Athen (1967)

IAEA-Symposium on Nuclear Desalination, Madrid (1968)

20 F. S. Ashner et. al.

Feasibility of Nuclear Reactors for Sea Water Distillation
TNSD - 132 (1967)

21 M. d'Orival

Water Desalting and Nuclear Energy
K. Thienig KG, München, 1967

22 G. F. Leitner

A Review of some Experience in the Design, Manufacture and
Operation of Saline Water Evaporation Plants
SWD - 108

23 R. P. Hammond

Conceptual Design of a 250 MGD Vertical Tube Evaporator for
Sea Water Desalination, Phase I
ORNL-TM-1901 (1967)

24 G. M. Solov'ev

Economics of Brine Desalination
Atomnaya Energiya, Vol. 24, Nr. 2 (1968)

25 L. Stone et. al.

Parametric Cost Studies Pertaining to Dual-Purpose Power and
Water Desalination Plants
PB 181 694

26 C. E. Ennis

Study of Water Costs - 15 to 150 MGD Seawater Conversion Plants
SWD-48

27 J. M. Stewardt

Some Practical Aspects of Desalination by Evaporation
SWD - 52

28 W. Sünkel

Verfahren der Meerwasserentsalzung
Lehrstuhl für Reaktortechnik der RWTH Aachen (1969)